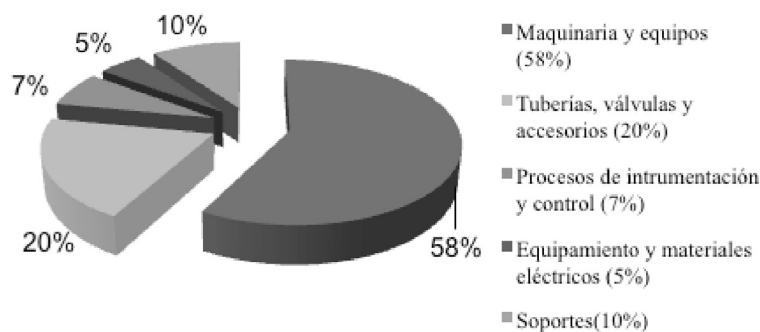


Criterios globales de escalamiento y costos preliminares para obtener biodiésel a partir de aceite de higuera en una planta piloto

ALEJANDRA PALOMINO
CLAUDIA BOCANEGRA
JORGE ENRIQUE LÓPEZ*



Resumen

Con el ánimo de encontrar alternativas tecnológicas innovadoras para obtener biocombustibles de materias primas que no compitan con los alimentos, en este artículo se analiza el escalamiento de la agitación, basados en números adimensionales y la evaluación de algunos costos para realizar la transesterificación del aceite de higuera con metanol, usando lipasa inmovilizada *Mucor miehei* como catalizador de la reacción y un solvente como aditivo. Los cálculos del escalamiento, mostraron solo una diferencia de la viscosidad cercana al 10%, con respecto a lo obtenido en el laboratorio, mientras que en el caso de la acidez no se encontró ninguna diferencia. Con el procedimiento utilizado y los resultados obtenidos en trabajos previamente desarrollados por los mismos autores, los costos globales de inversión para una producción de 3 Ton/día de biodiésel, asumiendo una actividad enzimática de 3 a 6 meses, están alrededor de US\$ 949.370.

(*) Los autores pertenecen al Grupo inter-institucional de investigación en Biocombustibles, Grubioc. Escuela de Ingeniería Química, Universidad del Valle. Calle 13 # 100-00 – Edificio 336. Cali, Colombia. Correo electrónico: jorge.lopez@correounivalle.edu.co.

Fecha de recepción: 15/11/2012 • Fecha de aceptación: 30/04/2013.

Palabras clave: biodiésel, aceite de higuera, escalamiento, estimación de costos.

Abstract

With the aim to find innovation technologies alternatives to obtain biofuels from raw materials which do not compete with foodstuffs, in this paper the calculation to scale up the agitation with dimensionless numbers and some cost assessments were analyzed to make the enzymatic transesterification from castor oil with methanol, using the immobilized lipase Mucor Miehei as reaction catalyst and a solvent additive. The scaling calculations showed that exist a difference only of 10% on the viscosity laboratory tests but not for the acidity. With the results and the other ones obtained in others works for the same authors, the global investment costs to produce 3 tons/day of biodiesel, assuming an enzyme activity of 3 to 6 months, are US\$ 949.370.

Keywords: biofuels, castor oil, scaling, costing.

1. Introducción

La población mundial cada vez toma mayor conciencia sobre la necesidad de reemplazar la gasolina, el diésel y otros combustibles fósiles, debido a los problemas de diferente índole que estos han venido reportando, como, por ejemplo, ser una fuente que continuamente se agota, convertirse en centro de luchas políticas y sociales, quemar productos con muchos potenciales para producir múltiples productos y no ser muy amigables con el medio ambiente. Estas situaciones son cada vez más críticas, especialmente las relacionadas con el petróleo.

Por las razones antes señaladas, particularmente desde la década de los noventa, tanto los países industrializados como los que están en vía de desarrollo, han venido estructurando programas para sustituir progresivamente los combustibles fósiles, principalmente los derivados del petróleo. En este sentido, por ser renovable y abundante, la biomasa es la que más se está proyectando como fuente alternativa de dicha energía, sobre todo en los países tropicales, porque una gran cantidad de esta

no es aprovechada y sus residuos no compiten con la seguridad alimentaria ni con el uso de la tierra.

Como se sabe, el biodiésel es uno de los derivados de la biomasa, por lo tanto, ya se empieza a implementar su uso masivo en varios países, entre los que está Colombia. El biodiésel se obtiene principalmente por la transesterificación de los aceites o grasas, los cuales reaccionan fácilmente con un alcohol en presencia de un catalizador. Usualmente el catalizador es una base fuerte, tal como el hidróxido de sodio o de potasio, dado que es barato y mejora apreciablemente las velocidades de reacción; aunque hay que tener cuidados con las condiciones de su operación, pues, al ser este muy alcalino, hace que se formen jabones. El biodiésel reemplaza al gasoil para motores diésel y se puede mezclar en cualquier proporción hasta un 20%, sin tener que realizar ningún cambio al motor (López, 2007).

Basados en las anteriores consideraciones, en este artículo se examinó el proceso de escalamiento y los costos globales para la producción de biodiésel, a partir del aceite de higuera y empleando un biocatalizador inmovilizado. De este modo, se buscó evitar los problemas de la catálisis básica homogénea y la contaminación de efluentes del proceso. Así mismo, para este proceso se utilizó el aceite de higuera, que actualmente en Colombia, como en otros países, es considerado como una maleza. Por ello, no compite con los alimentos, su producción empieza en tiempos relativamente cortos, la concentración del aceite en los frutos es alta y resistente a las enfermedades, se puede cultivar sin muchos nutrientes y en varios pisos térmicos, y los cultivos pueden ser mixtos. Igualmente, para evitar la contaminación de los catalizadores convencionales y los problemas de saponificación, en este estudio se analizó la reacción, usando como catalizador lipasas inmovilizadas, que si bien son más costosas que los catalizadores homogéneos, sus precios van disminuyendo en la medida en que se mejora el desarrollo de las mismas; además, el biodiésel económicamente se va haciendo cada vez más competitivo, toda vez que la predicción de los precios del petróleo tiende a ser muy alta en el mediano y largo plazo, posibilitando que esta tecnología de producción sea cada vez más atractiva.

La experimentación se realizó a escala de laboratorio, por esto los resultados obtenidos pueden estar sujetos a cambios complementarios, si se quieren implementar escalas mayores. En el trabajo se tuvo en cuenta la transferencia de calor como el fenómeno controlador del sistema, considerando principalmente que el movimiento del fluido puede ser definido en términos de distancia, tiempo, masa y fuerza, de modo que las propiedades y las condiciones de frontera puedan ser descritas mediante unidades adimensionales para relacionar *similitudes geométricas, cinemáticas y dinámicas* (Rusthon, Costich & Everett, 1950). La *similitud geométrica* implica mantener la misma forma y radio a las condiciones de frontera. La *similitud cinemática* se refiere a la similitud de movimiento (régimen del fluido), acoplada a la similitud geométrica. La *similitud dinámica* está relacionada con la similitud cinemática, con respecto a los radios de las masas y a las fuerzas involucradas.

2. Metodología

2.1 Reacción de transesterificación

Las sustancias utilizadas fueron: aceite de higuera como sustrato, lipasa inmovilizada estereoespecífica *Mucor miehei* (Lipozyme® IM) como biocatalizador. Para evitar la aglomeración de las enzimas se usó hexano comercial como aditivo. El ataque del aceite de higuera comercial se hizo con metanol grado reactivo.

La reacción de transesterificación se llevó a cabo en un vaso de precipitación, en donde el aceite de higuera, el hexano y el metanol se calentaron en un baño-María a la temperatura de reacción. La mezcla se dejó durante 30 minutos para garantizar el equilibrio. Luego se adicionó la enzima y al mismo tiempo se inició la agitación. Finalizado el tiempo de reacción, se detuvo la agitación y la mezcla inmediatamente se filtró. La fase líquida se sometió a un proceso de rota-evaporación a una presión de 300 mbar y a una temperatura de 40°C. Dadas estas condiciones, se buscó que el solvente y el alcohol se evaporaran y que solo quedara una fase con aceite, glicerina y biodiésel, al cual se le analizó la viscosidad y el índice de acidez.

Según el análisis de la bibliografía consultada, la temperatura de reacción se estableció en 40°C, porque es donde las lipasas como la *Mucor miehei*, la *Candida antarctica* y la *Pseudomonas*

cepacia, en cualquier tipo de aceite, presentan su mayor actividad y a una temperatura mayor empiezan a desnaturalizarse (Fukuda, Kondo & Noda, 2001; Nouredinni, Gao & Philkana, 2005). La relación molar metanol/aceite se fijó en 3:1, debido a que más exceso de alcohol provoca la deshidratación de la enzima, como lo muestran los estudios de De Oliveira et al., (2004) con etanol y aceite de higuera; además de autores como Castellanos y Gonzáles (2004) y Nie, Xie, Wang y Tan (2006), que trabajaron con metanol y aceite de palmiste y oliva, respectivamente. Para una buena agitación fue suficiente mantener una velocidad angular de 200 rpm con un agitador de palas curvas y un impulsor de 3.16 de diámetro, igualmente para eliminar los problemas difusivos frente a la reacción y no fracturar la enzima a velocidades mayores; esto fue probado por De Oliveira et al. (2004) para aceite de higuera y por Lloyd, Foglia y Marmer (1996) para aceite de soya y oliva, y sebo animal. El tiempo de reacción se estableció inicialmente en 4 horas, con el fin de tener una cantidad apreciable de productos.

Para las consideraciones de los costos, pensando en una proyección industrial, se tomó una concentración de enzima de 13% y del solvente de 5% (Palomino, Bocanegra, López & Flórez, 2010). Esta última se basó en el uso de solventes no polares ($\log P > 2$), para mejorar la solubilidad entre el triglicérido y el alcohol; además, en la necesidad de mantener la actividad catalítica de la enzima (Nie et al., 2006; De Oliveira, 2004; Li, Du, Liu, Wang & Li, 2006). Se utilizó el n-hexano como aditivo, considerando que la enzima *Mucor miehei* da mayores conversiones en presencia de este solvente (Delimitsou, Zoumpantioti, Xenakis & Stamatis, 2002).

Las variables de respuestas fueron la viscosidad y el índice de acidez, por las facilidades de medición y por ser dos parámetros muy representativos de la calidad del biodiésel. Para medir la viscosidad se usó un viscosímetro Ostwald a 40°C y para el índice de acidez se aplicó la Norma Técnica Colombiana, NTC 218.

A las condiciones de reacción se realizó un análisis de escalamiento para validar los resultados de laboratorio y facilitar los análisis cromatográficos correspondientes, con lo cual se halló la conversión de la reacción y la composición del biodiésel obtenido.

2.2 Análisis matemático del escalamiento

Dado que la aproximación de un escalamiento multifásico es muy compleja, especialmente cuando está presente un sólido, el modelo de cálculo se desarrolló considerando que la lipasa no afectaba apreciablemente los fluidos. En este sentido, se tomó como criterio la igualdad de la potencia por unidad de volumen para un sistema líquido (Rusthon et al., 1950), siguiendo las siguientes relaciones y secuencias:

$$\frac{P_1}{V_1} = \frac{P_2}{V_2} \quad (1)$$

$$P = \frac{N_P \rho N^3 D_a^5}{g} \quad (2)$$

Donde:

P Potencia, $\text{Kg} \cdot \text{m}^2/\text{s}^3$

V Volumen, m^3

N_P Es el número de potencia adimensional

ρ Densidad, kg/m^3

N Velocidad rotacional, s^{-1}

D_a El diámetro del impulsor, m

g Constante de gravedad, m/s^2

Asumiendo que la densidad es constante, se cancela la densidad porque es el mismo fluido, al igual que la constante de gravedad; por lo tanto, la ecuación (1) se acomoda a la siguiente relación:

$$\frac{N_{P1} N_1^3 D_{a1}^5}{V_1} = \frac{N_{P2} N_2^3 D_{a2}^5}{V_2} \quad (3)$$

Se tomó el subíndice 1 como la potencia del experimento conocido y el subíndice 2 como la potencia desconocida del escalado. De esta forma, al mantener la similitud geométrica del reactor, solo se necesita calcular la velocidad de agitación.

Manteniendo la similitud geométrica del reactor, es decir, la relación de radios y la altura entre los dos reactores en forma de cilindro, el N_P queda dependiendo del número de Reynolds y del número de Froude.

$$N_P = K(N_{RE})^m(N_{FR})^n \quad (4)$$

$$n = \frac{a - \log N_{RE}}{b} \quad (5)$$

Donde:

m Constante dependiente del tipo de flujo

n Constante dependiente del flujo y de la geometría

K Constante del número de potencia

N_{RE} Número de Reynolds

N_{FR} Número de Froude

a y b Constantes dependientes de la forma del agitador

En la aproximación de una sola fase y considerando que las enzimas siguen en forma homogénea las mismas líneas de corriente del fluido, se despreció el efecto de los sólidos que tenían una concentración menor a $13 \text{ Kg}/\text{m}^3$. Se consideró que las condiciones del proceso fueron las mismas encontradas por los autores en un trabajo anterior, donde además de la concentración de la enzima dada, se tiene 5% v/v de hexano como un aditivo tipo solvente utilizado para evitar la aglomeración de las enzimas (Palomino et al., 2010).

3. Resultados y discusión

3.1 Proceso de escalamiento

Al reemplazar los parámetros de entrada (ver Tabla 1) en las ecuaciones 1 y 2, se hallaron los valores de salida para el escalamiento (ver Tabla 2). Luego se procedió a hallar los parámetros para la nueva escala, donde surgen 2 incógnitas; sin embargo, como una depende de la otra, después del proceso iterativo, se encontró que la velocidad de agitación era de 386 RPM.

Tabla 1. Parámetros de entrada para el escalamiento

Parámetro de entrada	Abreviatura	Valor laboratorio	Valor escalado
Diámetro del impulsor	D_a	0.0316 m	0.0432 m
Volumen de la reacción	V	12.5 ml	270 ml
Número de revoluciones por minuto	N	200 rpm	-

Fuente: elaboración propia.

Tabla 2. Parámetros de salida para la nueva escala

Parámetro de salida	Abreviatura	Valor laboratorio	Valor escalado
Número de Reynolds	N_{RE}	12	42
Número de Froude	N_{FR}	0.0358	0.1824
Número de potencia	N_p	0.0885215K	0.0556K
Ecuación 1*	P^*	1.032E-7K W	2.228E-6K W
Ecuación 2*	P^*/V	0.0083K W/m ³	0.0083K W/m ³

$$* P^* = N_p \rho N^3 D_a^5$$

Fuente: elaboración propia.

Se utilizó -0.99 como valor de m para la escala menor, debido a que es un estado de transición muy cercano al laminar y -0.78 para la escala preparativa. Igualmente, se tomaron los valores de 1 y 40 para a y b, respectivamente, dada la forma y las características de la agitación (Rusthon et al., 1950).

Con los valores obtenidos en los cálculos anteriores, se hicieron los ensayos de verificación, donde se corroboró que las variables de respuesta obtenidas mantuvieron los valores encontrados en el laboratorio (ver Tabla 3), lo cual es un buen índice de confianza en la metodología de cálculo utilizada para ese rango de escalamiento, disminuyendo afortunadamente la viscosidad del biodiesel en un valor cercano al 11%. Según ese resultado, es posible que a escalas mayores se mejoren aún más algunas características del producto final.

Tabla 3. Resultados obtenidos

Referencia	Viscosidad (mm ² /s)	Acidez mg NaOHg ⁻¹
Escala menor	58.7	6
Escala mayor	52.2	6

Fuente: elaboración propia.

3. 2 Calidad del producto obtenido

En la Tabla 4 se observan los resultados de las diferentes propiedades, obtenidos en el escalamiento, y su valor con respecto a los establecidos por las normas de calidad (ISO y ASTM).

Dichos resultados se ubican por fuera del rango permisible por las normas de calidad para biocombustibles, excepto el índice de yodo y el contenido de azufre. El índice de yodo se calculó bajo la norma Icontec 238. Este parámetro constituye una medida del grado de insaturación del biodiésel.

Tabla 4. Parámetros obtenidos de la calidad del producto

Parámetro	Unidades	Propiedades obtenidas	Propiedades biodiésel higuera
Poder calorífico	GJ/T	35	39.6-44.2
Contenido de azufre	ppm	1.1	10 máximo
Índice de yodo	mg yodo/g muestra	90	120 máximo
Índice de acidez	mg NaOH /g muestra	6	0.8 máximo
Viscosidad cinemática (40°C)	cSt (mm ² /s)	52.2	1.9-6

Fuente: Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial - Ministerio de Minas y Energía, Colombia. Resolución No. 1289 de septiembre 7 de 2005. Recuperado de http://www.agrocadenas.gov.co/biocombustibles/documentos/legislacion/res_1289_2005.pdf.

Cuanto más bajo es el índice de yodo, mejor será el comportamiento del biodiésel; no obstante, este depende del aceite. El contenido de azufre se calculó usando la norma ASTM D 129-00. Este parámetro es importante principalmente para evitar la formación de SOx en la combustión.

El poder calorífico se calculó mediante la norma ASTM D 240-02. Este parámetro para el biodiésel es 10% menor a la gasolina y el gasoil. La viscosidad dada es una mezcla de aceite, biodiésel y glicerina, por lo que, para una conversión de 33%, una viscosidad de 50 mm²/s es un valor lógico.

El índice de acidez se calculó mediante la norma Icontec 218. Este parámetro constituye una medida de la cantidad de ácidos grasos libres en el biodiésel. El índice de acidez del biodiésel obtenido en este trabajo dio muy por encima del máximo permitido; esto, debido a que la enzima favorece la reacción de hidrólisis cuando hay presencia de agua en el medio de reacción, al contrario de la catálisis básica, en donde los ácidos grasos se saponifican –produciendo jabón–, causando desventajas en el proceso.

3. 3 Evaluación de costos globales de inversión

- **Base del diseño:** para la evaluación de los costos se consideró una planta piloto con una capacidad de 3 Ton/día de biodiésel, basados en resultados y procedimientos de estudios semejantes (Giraldo, 2008). Para que el proceso sea competitivo, la actividad enzimática debe mantenerse

constante de 3 a 6 meses. Esto se logra sometiendo cada mes a la enzima a un proceso de reactivación con terbutanol (Royon, Ellenrieder, Daz & Locatelli, 2003). Además, para el escalamiento de los equipos, como ya se analizó, se asumieron las mismas condiciones que encontramos en el laboratorio.

- **Materias primas:** según nuestros experimentos, las cantidades de aceite son casi iguales a la cantidad de másica de biodiésel obtenido (0.4% más de biodiésel), requiriéndose un tiempo de 7 horas, para tener así una conversión del 46.28%. El balance de materia se realizó teniendo en cuenta las densidades y el peso molecular de cada compuesto (ver Tabla 5).

Tabla 5. Insumos y materia prima necesaria por tonelada de aceite por cada lote

Insumos	Pesos moleculares (g/mol)	Densidades (g/ml a 25°C)	Consumos (Kg)
Aceite de higuera	927.5 g/mol	0.956-0.963	1000
Metanol anhidro	32.02 g/mol	0.792-0.787	103
Catalizador Lipozyme IM RM	-	350-450*	130
Hexano	86.18 g/mol	0.659	271
Productos	Producción		
Glicerina (al 99%)	92.09 g/mol	1.249	100
Biodiésel	326.5 g/mol	0.90-0.960	1004

*Densidad de Bulbo

Fuente: (De Lima Da Silva, Batistella, Filho & Wolf, 2011; Benavides, Benjumea & Pashova, 2007).

- **Proceso:** para determinar las especificaciones de los equipos y precisar los costos, se siguió la metodología propuesta por Turton, Bailie, Whiting y Shaeiwitz (2003).

En el proceso de producción de biodiésel de higuera por transesterificación enzimática, se consideró primero una etapa de almacenamiento, donde las materias primas: aceite de higuera, metanol y hexano son bombeadas al reactor de transesterificación por lotes. Durante todo el tiempo de reacción, el catalizador permanece encerrado dentro de una caja enmallada a la salida de los flujos del reactor. La glicerina de la mezcla resultante, después de la transesterificación, se separa por centrifugación y la otra corriente se somete a evaporación para retirar el alcohol en

exceso y el solvente del biodiésel, que luego son reciclados. Se asumió que la glicerina obtenida es de alta pureza, porque no se mezcla con el catalizador que permanece en el reactor (ver Figura 1).

• Etapa de almacenamiento

Los tanques se dimensionaron para almacenar el aceite de higuera, el metanol, el hexano, la glicerina y el biodiésel durante 15 días (ver Tabla 6).

El material de fabricación de los tanques del metanol, el biodiésel y el hexano, se tomaron en acero inoxidable 304, para evitar problemas de corrosión. Para la glicerina y el aceite, que son sustancias estables con el transcurso del tiempo, el material de fabricación tomado fue de acero al carbón convencional.

Tabla 6. Características de los tanques de almacenamiento

Nombre	Capacidad, m ³	Material	Observaciones
Tanque aceite	47	Acero al carbón	Techo fijo, posición vertical
Tanque metanol	6	Acero inoxidable 304	Techo de expansión, posición horizontal
Tanque biodiesel	49	Acero inoxidable 305	Techo fijo, posición vertical
Tanque hexano	18.5	Acero inoxidable 306	Techo de expansión, posición horizontal
Tanque glicerina	4	Acero al carbón	Techo fijo, posición vertical

Fuente: elaboración propia.

• Etapa de almacenamiento

El reactor de transesterificación considerado, fue un reactor por lotes con agitación, con un sistema de calentamiento para mantener la temperatura de operación a 40°C, durante un tiempo de residencia de 7 horas, una capacidad del reactor de 2.7 m³ (volumen de reacción y espacio libre), un diámetro de 1.05 m y una longitud de 3.14 m.

El número de revoluciones por minuto del agitador, se calculó siguiendo el mismo procedimiento de escalamiento. Para un volumen de reacción de 2.4 m³, el número de revoluciones por minuto es de 238 (ver Tabla 7).

Tabla 7. Parámetros de salida para el escalamiento-Tamaño escala piloto

Parámetro de salida	Abreviatura	Valor escalado
Numero de Reynolds	N_{RE}	3471
Numero de Froude	N_{FR}	0.8028
Numero de potencia	N_P	0.0115K
Ecuación 1	P^*	0.0223K W
Ecuación 2	P^*/V	0.0083K W/m ³

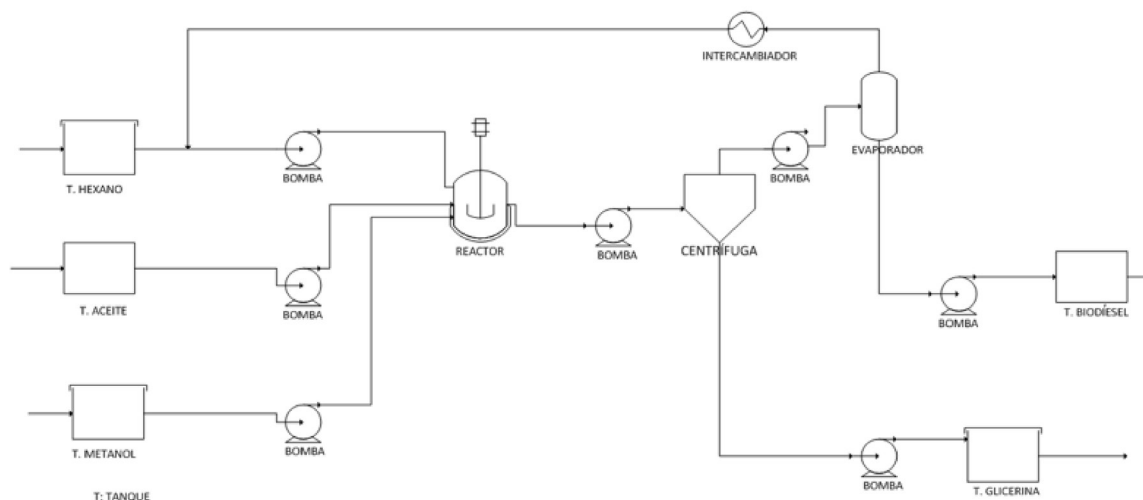
Fuente: elaboración propia.

En los costos de equipamientos y materiales eléctricos se incluyeron los motores para la centrífuga y el agitador del reactor. Se debe tener en cuenta que para una conversión menor al 98%,

se requiere tener una etapa de separación, y otra para reciclar el aceite y el metanol en exceso, los cuales aumentarían los costos de capital en un 25% y el costo de los operarios en un 9% por día. Adicionalmente, se necesita una bomba para desalojar el producto de reacción y llevarlo hasta la centrífuga.

• Etapa de centrifugación

La centrífuga posee una capacidad de 1 m³, con un tiempo de descarga de 15 minutos a una velocidad de 0.106 cm/s; además, se necesitan dos bombas para llevar el producto de reacción desde la centrífuga hasta el evaporador y la glicerina al tanque de almacenamiento.

Figura 1. Diagrama de proceso de la planta piloto

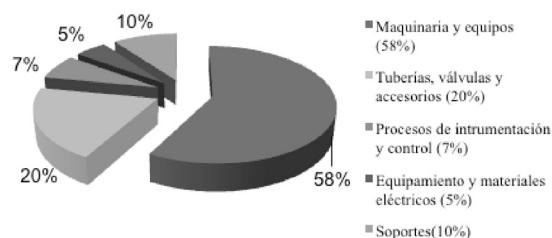
Fuente: elaboración propia.

• Etapa de extracción de solvente y recirculación

El solvente se recuperaría en un evaporador por lotes con un tiempo de residencia de 30 min, a una temperatura de 70°C (temperatura un poco mayor a la ebullición del hexano). El biodiésel se envía por medio de una bomba al tanque de almacenamiento y el hexano se condensa y se recircula a la etapa de transesterificación.

El consumo de servicios industriales sería principalmente vapor de agua para el calentamiento del reactor y el evaporador, y el agua de enfriamiento para condensar el hexano que, como ya se mencionó, se recircula a la etapa de transesterificación.

- **Costos globales:** la evaluación global de los costos de los equipos del proceso, la materia prima, los servicios industriales y el personal necesario, se realizó considerando 3 turnos de 8 horas, durante un tiempo anual de operación de la planta de 350 días al año. Los costos globales se focalizaron para las etapas principales de la producción de biodiésel, sin considerar la ingeniería detallada (costos de tuberías, soportes, equipamiento eléctrico, etc.). Por lo tanto, a los accesorios se les asignó un porcentaje aproximado del costo total de la inversión (ver Tabla 8 y Figura 2), sin tener en cuenta las obras civiles y los terrenos.

Figura 2. Porcentajes de inversión de capital°

Fuente: elaboración propia.

Tabla 8. Inversión del capital

Inversión capital	Porcentaje	Precio US\$
Maquinaria y equipos	58	396.000
Tuberías, válvulas y accesorios	20	136.600
Procesos de instrumentación y control	7	47.810
Equipamiento y materiales eléctricos	5	34.150
Soportes	10	68.300
Subtotal	100	683.000
Activo diferido	Porcentaje	Precio US\$
Instalación y puesta en marcha	39	266.370
Subtotal con puesta marcha		266.370
Total monto de inversión		949.370

Fuente: elaboración propia.

- **Costos de operación:** los costos de operación incluyen materia prima que representa el 80% de los gastos, servicios industriales, 8%, personal, 11 % y mantenimiento 1%. Representando alrededor de U\$ 12.500, teniendo en cuenta los aportes prestacionales.

Para hacer el análisis más preciso, se debe tomar en consideración el valor calculado para los costos de inversión, los costos fijos y los costos variables de operación de la empresa. Para nuestro caso, los únicos ingresos que se tuvieron en cuenta para esta planta, fue la venta del producto principal, inicialmente sin considerar la venta de la glicerina.

Se utilizó una tasa interna de retorno del 25% para calcular el precio del biodiésel. Teniendo en cuenta esos costos globales que genera la planta de producción de este por año, el precio del galón sería de U\$4.1 (\$7.370 pesos por galón), que, al compararlo con el precio actual del biodiesel de palma (\$8.252,21), se encuentra 1000 pesos por debajo de su costo (Federación Nacional de Combustibles, 2013).

4. Conclusiones

- Para mantener condiciones semejantes en el escalamiento, es importante resaltar que la velocidad de agitación a escalas mayores se incrementa apreciablemente y con ello los costos de energía.
- Aunque los resultados obtenidos de viscosidad e índice de acidez en la escala propuesta, es similar a la encontrada en el laboratorio y a las mismas condiciones, hay que anotar que el resultado es teórico; por lo tanto, habría que hacer ajustes experimentales cuando se pusiera en marcha dicha planta piloto.
- El biodiésel de higuera tiene el grupo OH- en su cadena, lo cual fácilmente forma puentes de hidrógeno con el agua, por lo que en una planta de biodiesel se podría evitar la etapa de secado para ahorrar energía.
- Pese a que los costos de inversión para la obtención de biodiésel por catálisis enzimática pueden ser similares a los costos por catálisis básica, en los enzimáticos hay un ahorro aproximado del 20% en los servicios industriales; además, se evitan las etapas de purificación de la glicerina y el tratamiento de afluentes que se requiere en la catálisis homogénea.

Agradecimientos

Los autores agradecen a la Universidad del Valle por haber permitido sus espacios y por el apoyo para realizar el presente trabajo. Además, se agradece la colaboración recibida por parte del grupo inter-institucional Grubioc, tanto de Univalle como de la Universidad Autónoma de Occidente. ●

Referencias

- Benavides, A., Benjumea, P. & Pashova, V. (2007). El biodiésel de aceite de higuera como combustible alternativo para motores diésel. *Dyna*, (153), 141-150.
- Castellano, M., & Gonzales, A. (2004). *Síntesis de ésteres alquílicos mediante alcoholisis del aceite de palmiste utilizando como catalizador lipasa de *Mucor miehei** (Trabajo de grado).

Universidad Industrial de Santander, Escuela de Química, Colombia.

De Lima Da Silva, N., Batistella, C., Filho, R. & Wolf, M. (2011). *Determination of castor oil molecular weight by vapour pressure osmometry technique*. Laboratory of Separation Process Development, School of Chemical Engineering, State University of Campinas, Campinas, Brazil.

De Oliveira, D., Luccio, M., Faccio, C., Dalla Rosa, C., Bender, J. P., N. Lipke, N., Menoncin, S., Amroginski, C., & Oliveira, V. (2004). *Optimization of enzymatic production of biodiesel from castor oil in organic solvent medium*. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 115 (1/3), 771-780.

Delimitsou, C., Zoumpanioti, M., Xenakis, A., & Stamatis, H. (2002). Activity and stability studies of mucor miehei lipase immobilized in novel microemulsion-based organogels. *Biocatalysis and Biotransformation*, 20 (5), 319-327

Federación Nacional de Biocombustibles. Última actualización: 13 de mayo de 2013. Recuperado de <http://www.fedebiocombustibles.com/v3/>.

Fukuda, H., Kondo, A., & Noda, H. (2001). *Biodiesel fuel production by transesterification of Oils*. *Journal of bioscience and bioengineering*, 92 (5), 405-416.

Giraldo, F. V. (2008). Estimación de los costos de producción de biodiésel de aceite de higuera (Trabajo de grado). Universidad del Valle, Cali.

Li, L., Du, W., Liu, D., Wang, L., & Li, Z. (2006). Lipase-catalyzed transesterification of rapeseed oils for biodiesel production with a novel organic solvent as the reaction medium. *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic*, 43, 58-62.

Lloyd, N., Foglia, T., & Marmer, W. (1996). Lipase-Catalyzed Production of Biodiesel. *J. Am. Oil Chem*, 73 (9), 1191-1195.

López G. D. International Red IVE CYTED. Última actualización: 9 de abril de 2007. Recuperado de www.secyt.gov.ar/coopinter_archivos/empresas/03.ppt.

Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial - Ministerio de Minas y Energía, Colombia. (2005). Resolución No. 1289 de septiembre 7 de 2005. Recuperado de http://www.agrocadenas.gov.co/biocombustibles/documentos/legislacion/res_1289_2005.pdf.

Nie, K., Xie, F., Wang, F., & Tan, T. (2006). Lipase catalyzed methanolysis to produce biodiesel: Optimization of the biodiesel production. *Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic*, 43, 142-147.

Nouredinni, H., Gao, S., & Philkana, R. S. (2005). Immobilized pseudomonas cepacia lipase for biodiesel fuel production from soybean oil. *Bioresour. Technol*, 96, 769-777.

Palomino, A., Bocanegra, C., López, J., & Flórez, L. (2010). Biodiésel a partir de aceite de higuera, utilizando lipasa inmovilizada. *Ingeniería y Competitividad*, 12, 9-18.

Royon, D., Ellenrieder, G., Daz, & Locatelli, S. (2003). *Síntesis enzimática de biodiésel usando terbutanol como solvente*. Instituto de Investigaciones para la Industria Química (INIQUI), Consejo de Investigación de la Universidad Nacional de Salta (Ciunsa).

Rusthon, J. H., Costich, E. W. & Everett, H. J. (1950). *Power characteristics of mixing impellers*. *Chemical Engineering Progress*, 46, (8/9), 395-404, 467-476.

Turton, R., Bailie, R., Whiting, W. & Shaeiwitz, A. (2003). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes* (2 ed). New Jersey: Prentice Hall.